شبیه‌سازی اختلاط ذرّات جامد در راکتور همزن دار نیمه‌صنعتی لیچینگ*

بابک حضرتی عظیم[۱]   مهدی مزمل[۲]   نیما صادقی[۳]

چکیده

نحوه و سرعت اختلاط ذرّات یکی از متغیرهای مؤثر انحلال ذرّات جامد در محلول است. در پژوهش حاضر از یک نرم‌افزار رایانه‌ای برای شبیه‌سازی اختلاط ذرّات در یک راکتور همزن دار نیمه‌صنعتی استفاده‌شده است. سرعت همزن، چگالی پالپ، اندازه ذرّات و چگالی ذرّات جامد به‌عنوان متغیرهای تحت بررسی انتخاب شدند. تأثیر عوامل فوق بر سرعت حرکت ذرّات و انباشتگی ذرّات بررسی شد. سرعت همزن بر سرعت حرکت ذرّات تأثیر محسوسی داشته است ولی با افزایش نسبت جامد به محلول تغییر میانگین سرعت خطی ذرّات محدودتر است. افزایش ابعاد و چگالی ذرّات موجب کاهش سرعت حرکت ذرّات شده است. انباشتگی ذرّات با افزایش چگالی پالپ و اندازه ذرّات افزایش یافته است. سرعت همزن به‌طور محسوسی از مقدار مناطق بی‌اثر در راکتور کاسته است و چگالی ذرّات روی الگو انباشتگی بی‌تأثیر است.

واژه‌های کلیدی اختلاط، لیچینگ، راکتور همزن دار، شبیه‌سازی.

Simulation of Solid Particles Mixing in a Pilot Leaching Reactor

B. Hazrati Azim   M. Mozammel   N. Sadeghi

Abstract

The mode and rate of agitation of the particles is one of the effective variables for dissolving solid particles in the aqueous solution. In the present study, a computer software has been used for simulation of the particle agitation in the pilot mixer reactor. The stirrer speed, pulp density, particle size and solid particles density were selected variables. The effect of above factors on velocity of particles and their accumulation was investigated. The stirrer speed has significant effect on the particle velocity, but by increasing the pulp density, average speed of the particles is more limited. Increasing the size and density of particles can reduce the speed of moving parts. Particle accumulation has increased with increasing pulp density and particle size. The stirrer speed significantly decreases the amount of inactive areas in the reactor. The density of particles does not effect on particle accumulation.

Key words Mixing, Leaching, Agitating reactor, Simulation.

* نسخهٔ نخست مقاله در تاریخ ۹۶/۶/۲۶ و نسخهٔ پایانی آن در تاریخ ۹۶/۱۲/۲۰ به دفتر نشریه رسیده است.

(۱) دانش آموخته کارشناسی ارشد دانشکدهٔ مهندسی مواد، دانشگاه صنعتی سهند.

(۲) نویسنده مسئول، دانشیار دانشکدهٔ مهندسی مواد، دانشگاه صنعتی سهند.

(۳) دانش آموخته دکتری دانشکدهٔ مهندسی مواد، دانشگاه صنعتی سهند.

Email: mozammel@sut.ac.ir

DOI: 10.22067/ma.v31i1.66875

مقدّمه

در فرآیند لیچینگ مواد معدنی پدیده‌های اختلاط و انحلال با برقراری ارتباط بین دو یا چند فاز برای تعیین سرعت انحلال و انتقال جرم یون با ارزش اهمّیّت دارد. به نظر می‌رسد حرکت سیال در اطراف ذرّه جامد و انباشتگی مواد، عوامل تأثیرگذار بر روی سرعت انحلال و انتقال جرم یون‌های باارزش می‌باشند [1]. در اواخر دهه ۷۰ میلادی با ساده سازی معادلات دینامیک سیالات محاسباتی و شکل راکتور لیچینگ، مدل‌سازی در یک جریان تک فازی در راکتورهای متلاطم به‌صورت دوبعدی انجام شد [2-4].

در سال ۱۹۸٦ اولین مدل‌سازی سه‌بعدی رایانه‌ای توسّط میدلتون (Middleton) و همکارانش انجام شد که چرخش پره به‌عنوان چشمه اندازه حرکت در حجمی که توسّط پره جاروب می‌شود، در نظر گرفته شده بود [5]. در پژوهش دیگری عوامل دیگری نظیر شکل همزن، فاصله همزن از کف در فرآیند شبیه‌سازی وارد شد [6] اما همچنان نحوه انتقال انرژی جنبشی همزن به سیال و حرکت امواج براثر نیروی اعمالی از مهم‌ترین چالش‌های شبیه‌سازی بود. هاروی (Harvey) و همکارانش در سال ۱۹۹۵ برای اوّلین بار از مدل قاب مرجع متحرک برای چرخش پره در یک راکتور همزن‌دار استفاده کردند و با این روش توانستند شکل هندسی پره را در محاسبات حرکت سیال دخیل نمایند. بروکاتو و همکارانش اولین بار مدل قاب مرجع ثابت را مورد استفاده قرار دادند و نشان دادند که این روش به‌طور عمده نتایج حاصل از شبیه‌سازی را بهبود می‌بخشد و توانایی پیش‌بینی میدان جریان را دارد [7].

استفاده از هر یک از روش های فوق به‌طور مجزا نارسایی‌هایی را در برخی از نتایج با داده‌های تجربی نشان می‌داد. ازاین‌رو یک روش تلفیقی با استفاده هم‌زمان از دو روش فوق برای شبیه سازی راکتور همزن‌دار پیشنهاد گردید [8]. در این روش بخشی از راکتور با روش قاب مرجع ثابت و بخ شی دیگر با روش قاب مرجع متحرک تحلیل می شود که به روش قاب مرجع مرکب شناخته می‌شود.

برای محاسبات معادلات مکانیک سیالات از روش‌های متفاوتی همچون روش شبیه‌سازی عددی مستقیم، شبیه‌سازی گردابه‌های بزرگ و روش‌های میانگین رینولدز نویر-استوکس (RANS) استفاده شده است. به علّت حجم محاسبات کمتر و سرعت پاسخگویی بالاتر در روش میانگین رینولدز نویر-استوکس در نرم‌افزارهای تجاری شبیه‌سازی مورد توجّه قرار گرفته است.

کاسات (Kasat) و همکارانش در سال ۲۰۰۸ شبیه‌سازی اختلاط ذرّات جامد را با استفاده از مدل k-ε انجام داده‌اند. نتایج حاصل‌شده انطباق مناسبی با داده‌های تجربی داشتند و طبق نتایج به‌دست‌آمده مشخص است که با افزایش سرعت چرخش زمان اختلاط کاهش می‌یابد [9].

تامبورینی (Tamburini) همکارانش در سال ۲۰۱۱ اختلاط ذرّات جامد (ذرّات کروی شیشه‌ای) در سیال (آب) را با استفاده از مدل k-ε و با استفاده از نرم‌افزار تجاری CFX4.4 شبیه‌سازی نمودند [10]. برای مدل جریان چند فازی از مدل اویلری-اویلری استفاده نموده‌اند. این گروه طبق معیار زویترینگ (Zwietering) از شاخصی با عنوان سرعت سوسپانسیون بحرانی همزن (رابطهٔ ۱) استفاده کردند [11]. این معیار در حقیقت سرعت همزنی است که در آن تمامی ذرّات به حالت معلق می‌باشند:

$$N_{js} = s\frac{d_p^{0.2}\nu^{0.1}(g\Delta\rho)^{0.45}\phi_m^{0.13}}{\rho_l^{0.45}D^{0.85}} \qquad (۱)$$

در این رابطه، S ثابت راکتور، dp قطر ذرّات، ν ویسکوزیته سینماتیکی، g شتاب گرانش، Δρ اختلاف چگالی ذرّات و سیال، Φ_m کسر جرمی ذرّات جامد، ρ_l چگالی سیال و D قطر همزن در نظر گرفته می‌شود. سرعت‌های پایین‌تر از N_{js} به این دلیل اهمّیّت پیدا می‌کنند که در بعضی از صنایع به‌خاطر صرفه‌جویی در مصرف برق و کاهش هزینه‌ها سرعت همزن را کمتر از این مقدار در نظر می‌گیرند. در برخی از آزمایش‌ها سرعت چرخش همزن پایین‌تر از سرعت معلق شدن بحرانی ($N<N_{js}$) در نظر گرفته شد. طبق نتایج گزارش‌شده، در هر دو حالت مش لغزنده و قاب مرجع مرکب نتایج شبیه‌سازی تطابق بسیار

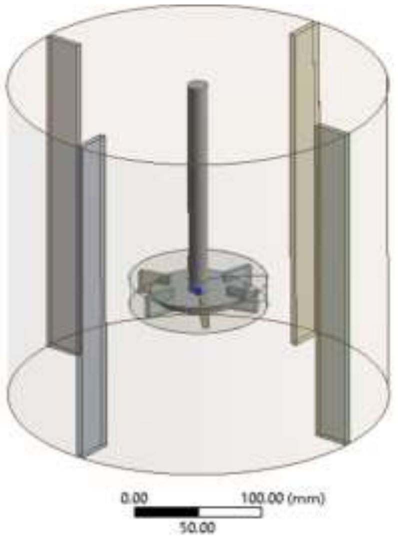
خوبی با نتایج تجربی داشت [10]. این گروه در پژوهش دیگری با تغییر توزیع ذرّات در دو حالت شبکه‌بندی درشت و ریز مشاهده کردند که اندازه شبکه تأثیر چندانی روی نتایج شبیه‌سازی نداشته است [12]. در این پژوهش همچنین تأثیر شرایط اولیّه قرار گرفتن ذرّات جامد داخل راکتور روی نتایج شبیه‌سازی در حالت پایا مورد مطالعه قرار گرفته است که نشان داد نحوه قرارگیری اولیّه ذرّات تفاوتی در نتایج نهایی شبیه‌سازی ندارد [13].

وادنرکار (Wadnerkar) و همکارانش در سال ۲۰۱۲ نیز با استفاده از مدل k-ε و مدل چند فازی اویلری-اویلری اختلاط سیال با حضور و بدون حضور ذرّات جامد را شبیه سازی کرده و مقایسه‌ای بین آن‌ها انجام داده است. در حالت تک فازی انرژی جنبشی اختلاط در کنار پره‌ها در بیشترین مقدار قرار دارد. با افزودن ۱٪ حجمی ذرّات جامد مشاهده می‌شود که تغییر زیادی در نحوه توزیع انرژی جنبشی اختلاط به وجود نیامده و فقط کاهش محسوسی در انرژی جنبشی در اکثر نقاط دیده می شود. با افزایش در صد حجمی ذرّات جامد انرژی جنبشی سیال به مقدار قابل‌توجّهی کاهش یافت که درنتیجه این کاهش انرژی مقدار تلاطم جریان سیال نیز کاهش‌یافته که دلیل آن انتقال انرژی به ذرّات جامد و صرف شدن انرژی برای پراکنده ساختن ذرّات جامد بیان شده است [14].

در پژوهش حاضر شبیه سازی اختلاط ذرّات جامد در یک راکتور متلاطم نیمه‌صنعتی انجام می‌شود. تعدادی از متغیرهای معمول -که در فرآیند لیچینگ صنعتی در نظر گرفته می شود- به فرآیند اعمال شده و نتایج حاصل از این تغییرات بر سرعت خطی و انباشتگی ذرّات جامد بررسی می‌شود. برای دریافت درک درستی از تأثیر عوامل بر سرعت ذرّات دو معیار سرعت میانگین و سرعت بیشینه در هر آزمایش گزارش می‌شود. همچنین تصاویر لحظه‌ای از انباشتگی ذرّات در هر آزمایش ارائه و بررسی می‌شود.

مواد و روش پژوهش

در پژوهش حاضر راکتوری نیمه‌صنعتی به‌صورت تانک استوانه‌ای با چهار عدد موج‌گیر و یک همزن راشتون شش پره‌ای در نظر گرفته شده است. طرح‌واره‌ای از این راکتور در شکل (۱) نشان داده شده‌است. در هندسه راکتور ارتفاع و قطر راکتور برابر در نظر گرفته شده است همچنین قطر همزن (D) به‌صورت یک‌سوم قطر راکتور در نظر گرفته شده است. گنجایش راکتور با کسر حجم همزن و موج‌گیرها ۲۰/۹۵٤ لیتر در نظر گرفته شد. مرحله بعدی مش‌بندی حجم راکتور توسّط نرم‌افزار Ansys Meshing انجام شد و برای شبیه‌سازی چرخش همزن، حجم راکتور به دو ناحیه داخلی و خارجی تقسیم شده است. برای ایجاد ارتباط بین این دو ناحیه از مدل MRF (Multi Reference Frame) استفاده شده است. در این مش‌بندی حجم‌های محدود به شکل چهاروجهی می‌باشند. در حالت کلی راکتور در کل به ۵۷۸۱۰۱ مش تقسیم شده است.



شکل (۱) طرح‌واره سه‌بعدی از راکتور شبیه‌سازی‌شده

شرایط شبیه‌سازی و تحلیل آن‌ها توسّط نرم‌افزار Ansys CFX 15 صورت گرفته است. برای تمامی دیواره‌های خارجی راکتور شرط مرزی لغزش آزاد (Free Slip) برای فاز جامد و شرط عدم لغزش (No Slip) برای فاز سیال در نظر گرفته شده است. در دیواره شفت همزن شرط چرخش دیواره مساوی با سرعت همزن در نظر گرفته شده است. برای اختلاط از مدل k-ε و برای ایجاد ارتباط

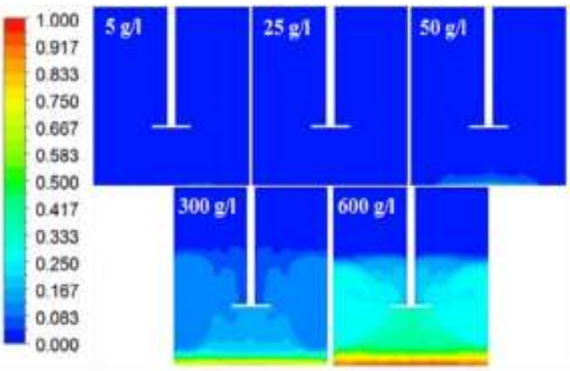
بین فاز جامد و سیال مدل اویلری–اویلری بکار برده شده است.

کلیهٔ بررسی ها در محیط آبی با دمای ۲۵ درجهٔ سانتی‌گراد که ذرّاتی با چگالی ۲۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب و قطرهای ۷۰، ۱۰۰، ۲۰۰ و ۳۰۰ میکرومتر پخش‌شده‌اند، انجام شده است. سرعت همزن در راکتور ۶۰، ۱۲۰، ۳۰۰، ۶۰۰، ۱۰۰۰ و ۱۵۰۰ دور بر دقیقه و نسبت جامد به سیال ۵، ۲۵، ۱۰۰،۵۰، ۱۳۰، ۳۰۰ و ۶۰۰ گرم بر لیتر در نظر گرفته شد.

نتایج و بحث

تأثیر نسبت جامد به سیال

برای افزایش غلظت یون‌های با ارزش در محلول باید مقدار ذرّات جامد افزوده شده به راکتور افزایش یابد. افزایش مقدار ذرّات جامد بی‌شک در غوطه‌وری و اختلاط ذرّات در سیال تأثیرگذار است. در این بخش، شبیه‌سازی اختلاط ذرّات با اندازه‌ی ذرّات ۷۰ میکرومتر و چگالی ۲۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب در آب خالص و راکتور یاد شده انجام شده است. توزیع ذرّات در سیال و سرعت خطی آن‌ها در شبیه‌سازی حالت پایا به‌عنوان دو نتیجه اصلی در افزایش اختلاط در نظر گرفته شده است. برای تعیین سرعت خطی ذرّات آزمایش‌هایی با نسبت‌های ۵، ۲۵، ۵۰، ۳۰۰ و ۶۰۰ گرم بر لیتر با سرعت همزن ۳۰۰ دور بر دقیقه انجام شد. همان‌طور که از شکل (۲) مشخص است با افزایش نسبت جامد به سیال، بیشینه‌ی سرعت ذرّات تغییر محسوسی نمی‌کند ولی درصد ذرّات دارای سرعت بالا به‌صورت قابل‌توجّهی کاهش یافته است. به‌طوری‌که در جدول (۱) سرعت میانگین ذرّات با افزایش در صد فاز جامد از ۰/۱۵۵ به ۰/۰۷۲ متر بر ثانیه افت کرده است. به نظر می‌رسد که با هم زدن این مخلوط در سرعتی ثابت انرژی جنبشی نسبتاً ثابتی به سیستم اعمال می شود که این مقداری از این انرژی صرف شناور سازی ذرّات می شود. زمانی که تعداد ذرّات افزایش می‌یابد، بر مبنای قانون پایستگی انرژی این مقدار در بین ذرّات بیشتری پخش شده و سرعت میانگین ذرّات کاهش می یابد. همچنین در جدول (۱) آزمایش هایی با سرعت همزن ۶۰۰ دور بر دقیقه انجام شد که نتایج مشابه با نتایج فوق حاصل شد. البته سرعت ذرّات در سرعت همزن ۶۰۰ متر بر دقیقه افت کمتری را نشان می‌دهد بر طبق نتایج تعداد ذرّاتی که در سیال ساکن هستند به‌شدت کاهش‌یافته و بیشتر ذرّات در سیال در حال حرکت هستند.



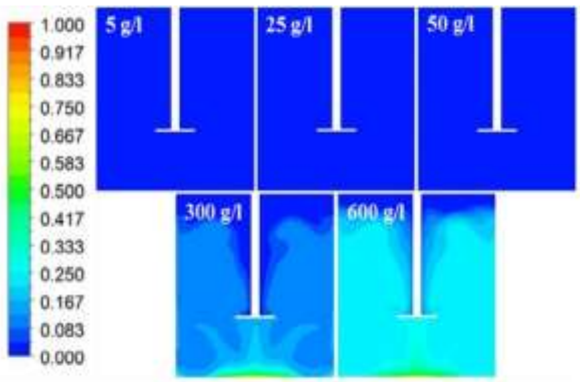
شکل (۲) تصاویر مقطعی شبیه‌سازی توزیع ذرّات در سرعت همزن ۳۰۰ دور بر دقیقه با اندازه ذرّات ۷۰ میکرومتر در نسبت جامد به سیال ۵، ۲۵، ۵۰، ۳۰۰ و ۶۰۰ گرم بر لیتر

جدول (۱) میانگین سرعت خطی ذرّات در نسبت‌های مختلف جامد به سیال در سرعت ۳۰۰ و ۶۰۰ دور بر دقیقه

نسبت جامد به سیال	میانگین سرعت خطی ذرّات جامد (متر بر ثانیه)		سرعت بیشینه ذرّات جامد (متر بر ثانیه)	
	۳۰۰ دور بر دقیقه	۶۰۰ دور بر دقیقه	۳۰۰ دور بر دقیقه	۶۰۰ دور بر دقیقه
۵	۰/۱۵۵	۰/۳۶۹	۱/۸	۳/۷
۲۵	۰/۱۲۳	۰/۳۲۷	۱/۸	۳/۶
۵۰	۰/۰۹۷	۰/۲۹۳	۱/۷	۳/۶
۳۰۰	۰/۰۷۸	۰/۲۵۵	۱/۶	۳/٤
۶۰۰	۰/۰۷۲	۰/۲۵۳	/۵	۳/۳

برای مکان‌یابی تقریبی ذرّات در نسبت‌های جامد به مایع آزمایش‌هایی مانند حالت قبل در دو سرعت ۳۰۰ و ۶۰۰ دور بر دقیقه انجام شد و نتایج به ترتیب در شکل (۲) و (۳) نشان داده شده است. در شکل (۲) در نسبت ۵ گرم بر لیتر تمامی ذرّات به‌صورت کاملاً معلق در درون سیستم قرار می‌گیرند؛ اما با افزایش مقدار ذرّات (۲۵ گرم بر لیتر) ذرّاتی در فضایی کوچک و کسر حجمی حدود ۰/۲ در کف قرار دارند.

افزایش بیشتر نسبت ذرّات جامد باعث می‌شود تا ذرّاتی با تراکم حجمی حدود ۰/۲ در فضایی گسترده‌تر تشکیل شوند. با ادامه این روند و افزایش نسبت جامد به مایع تا ۳۰۰ گرم بر لیتر این ناحیه متراکم به‌صورت قابل‌توجّهی افزایش یافته و کف راکتور از ذرّاتی با تراکم حجمی حدود ۰/۷۵ پوشیده شده است. همچنین در بخش وسیعی از راکتور تراکم ذرّات در این حالت بیشتر از ۰/۲۵ است؛ اما در آزمایش ۶۰۰ گرم بر لیتر وضعیت متفاوت‌تر بوده و در کف راکتور ذرّات به‌صورت کاملاً فشرده (با کسر حجمی نزدیک به ۱) قرار گرفته‌اند که می‌توان این منطقه را به‌عنوان نقاط مرده راکتور شناسایی نمود. در شکل (۳) در سه نسبت ۵، ۲۵ و ۵۰ گرم بر لیتر هیچ ذرّه‌ای به‌صورت فشرده مشاهده نمی‌شود و تمامی ذرّات موجود به‌صورت معلق (با تراکم حجمی نزدیک به صفر) در داخل سیستم حرکت می‌کنند؛ اما در نسبت ۳۰۰ گرم بر لیتر توزیع ذرّات در داخل سیستم فشرده‌تر می‌شود. چنانچه در بخش وسیعی از سیستم، ذرّات با تراکم حجمی حدود ۰/۲۵ در حال چرخش می‌باشند و مقدار کمی از ذرّات با تراکم حدود ۰/۷ در زیر همزن قرار گرفته‌اند. نسبت جامد به سیال بیشتر موجب ناهمگنی بیشتر در سیستم شده و نسبت بیشتری از ذرّات به‌صورت فشرده‌تر قرار گرفته‌اند اما در این شکل‌ها نسبت به شکل (۳) به علّت سرعت بیشتر همزن مناطق مرده دیده نمی‌شوند.



شکل (۳) تصاویر مقطعی توزیع تراکم ذرّات در سرعت همزن ۶۰۰ دور بر دقیقه با اندازه ذرّات ۷۰ میکرومتر در نسبت جامد به سیال ۵، ۲۵، ۵۰، ۳۰۰ و ۶۰۰ گرم بر لیتر

تأثیر سرعت همزن

همزن عامل ایجاد تلاطم و حرکت ذرّات جامد در داخل دوغاب است. با افزایش سرعت همزن سیال از حالت آرام خارج شده و جریان‌های گردابی به‌صورت قابل‌توجّهی گسترش می‌یابند. بر طبق محاسبات مکانیک سیالات برای یک جریان متلاطم داخل راکتور همزن‌دار عدد رینولدز بالاتر از ۱۰۰۰۰ در نظر گرفته می‌شود [41]. با تغییر سرعت همزن از ۶۰ تا ۱۰۰۰ دور بر دقیقه عدد رینولدز از ۱۰۰۰۰ تا ۱۶۵۰۰۰ تغییر می‌کند؛ بنابراین در تمامی سرعت‌های در نظر گرفته شده در آزمایش‌ها جریان سیال در سیستم به‌صورت متلاطم است.

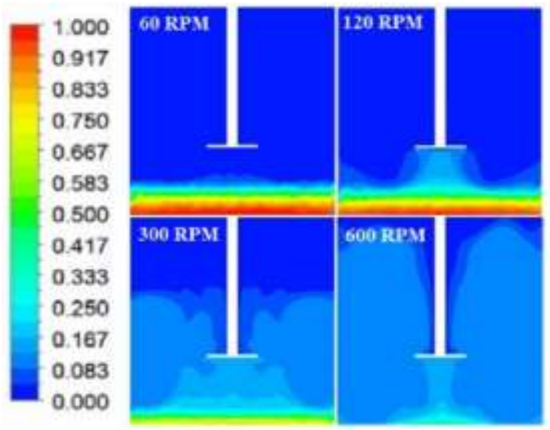
تأثیر سرعت همزن بر سرعت خطی ذرّات در چهار سرعت ۶۰، ۱۲۰، ۳۰۰ و ۶۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ۳۰۰ و ۶۰۰ گرم بر لیتر در جدول (۲) آورده شده است. در نسبت ۳۰۰ گرم بر لیتر با افزایش سرعت همزن از ۶۰ تا ۶۰۰ دور بر دقیقه میانگین سرعت خطی ذرّات از ۰/۰۰۴۷۹ تا ۰/۲۵۳۱ متر بر ثانیه افزایش یافته است. نتایج در نسبت ۶۰۰ گرم بر لیتر مشابه حالت فوق به دست آمد. سرعت همزن تأثیر قابل‌ملاحظه‌ای بر انرژی جنبشی سیستم دارد و افزایش آن موجب تغییر انرژی خواهد شد. با افزایش سرعت همزن سرعت ذرّات در سیستم به‌صورت قابل‌توجّهی افزایش یافته است و توزیع سرعت ذرّات همگن‌تر شده است. به نظر می‌رسد یک رابطه‌ی خطی بین سرعت همزن و بیشینه سرعت ذرّات برقرار است. همچنین سرعت بیشینه به‌صورت مستقیم از سرعت همزن تأثیر می‌پذیرد و افزایش نسبت جامد به مایع تأثیر محسوسی بر روی آن ندارد. بیشینه سرعت ذرّات به‌صورت مستقیم از انرژی جنبشی سیستم تأثیر می‌پذیرد.

همان‌طور که مشاهده شد، سرعت همزن بر سرعت ذرّات تأثیر محسوسی دارد. با افزایش سرعت میانگین ذرّات تعداد بیشتری از ذرّات از حالت سکون خارج شده و در محلول شناور می‌شوند. تصاویر مقطع عرضی در نسبت جامد به مایع ۳۰۰ گرم بر لیتر در شکل (٤) آورده شده است. همان‌طور که انتظار می‌رفت در سرعت ٦۰ دور بر دقیقه توده‌ی قابل‌توجّهی از ذرّات در کف راکتور باقی‌مانده‌اند. با

افزایش این سرعت به ١٢٠ دور بر دقیقه مقداری از این توده به حالت معلق درآمده و از تعداد ذرّات ته‌نشین شده کاسته می‌شود. با رساندن سرعت همزن به ٣٠٠ دور بر دقیقه، مقدار ذرّات موجود در کف به مقدار قابل‌ملاحظه‌ای کم شده و در حدود ٧٠ درصد از سیستم، توزیع همگنی از ذرّات مشاهده می‌شود. در سرعت ٦٠٠ دور بر دقیقه از تراکم ذرّات در کف راکتور به‌صورت قابل‌توجّهی کاسته شده و بیشتر مناطق نسبت حجمی کمتر از ٠/٤ دارند.

جدول (٢) سرعت میانگین و سرعت بیشینه ذرّات در قطر ذرّات ٧٠ میکرومتر در سرعت‌های همزن ٦٠، ١٢٠، ٣٠٠ و ٦٠٠ دور بر دقیقه

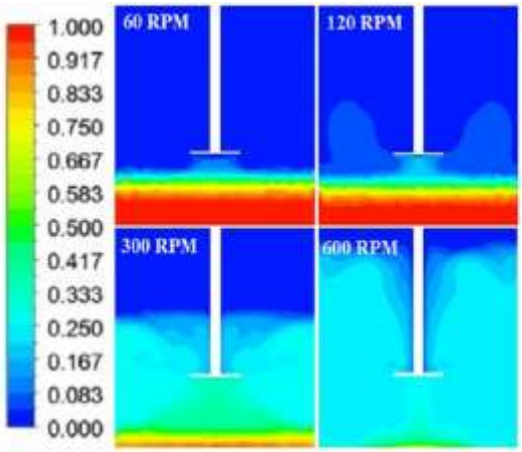
سرعت همزن	میانگین سرعت خطی ذرّات جامد (متر بر ثانیه)		سرعت بیشینه ذرّات (متر بر ثانیه)	
	٣٠٠ گرم بر لیتر	٦٠٠ گرم بر لیتر	٣٠٠ گرم بر لیتر	٦٠٠ گرم بر لیتر
٦٠	٠/٠٠٤٧٩	٠/٠٠٤٢٦	٠/٣	٠/٣
١٢٠	٠/٠٢٣١	٠/٠٢٣٧	٠/٦	٠/٦
٣٠٠	٠/٠٧٨٥	٠/٠٧٢٤	١/٦	١/٥
٦٠٠	٠/٢٥٣١	٠/٢٥٥٣	٣/٤	٣/٣



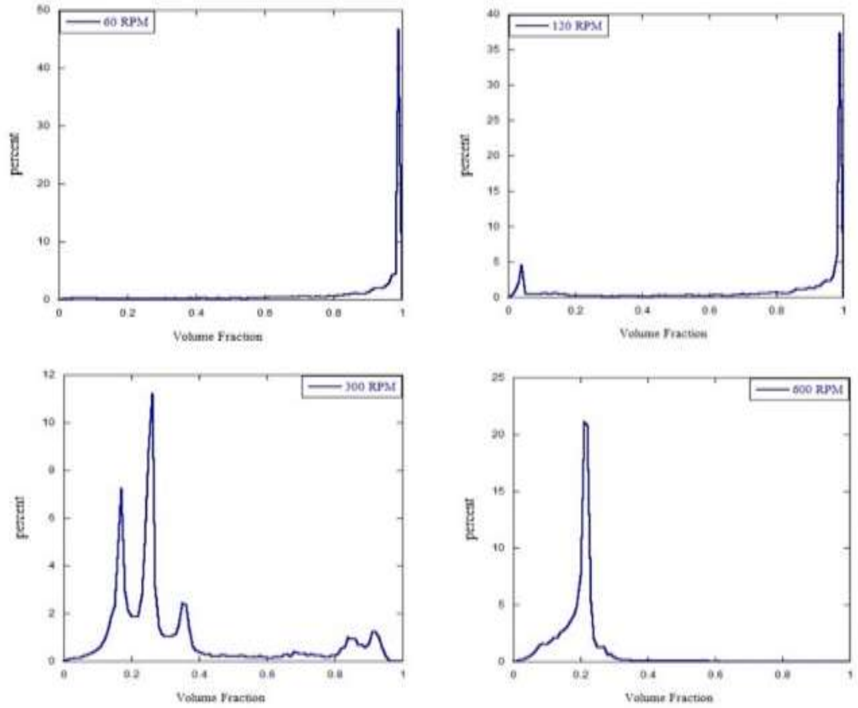
شکل (٤) تصاویر مقطعی توزیع تراکم ذرّات در نسبت جامد به سیال ٣٠٠ گرم بر لیتر و قطر ذرّات ٧٠ میکرومتر در سرعت‌های مختلف همزن

در همین راستا آزمایش‌هایی در نسبت جامد به مایع ٦٠٠ گرم بر لیتر انجام شد. تصاویر مقطعی از این آزمایش‌ها در شکل (٥) آورده شده است. با افزایش سرعت همزن از مقدار ذرّات ته‌نشین شده کاسته شده و ذرّات توزیع همگن‌تری در سیستم پیدا می‌کنند. تنها تفاوت این نسبت جامد به مایع در این است که تعداد ذرّات باقی‌مانده در کف راکتور نسبت به نسبت جامد به مایع قبلی بیشتر است. این نتیجه با توجّه به افزایش جامد اضافه شده به سیال در حالت دوم قابل توجیه است.

برای بیان روشن‌تری از نحوه توزیع ذرّات با تغییر سرعت همزن شکل (٦) آورده شده است. نسبت جامد به سیال در این نمودار ٦٠٠ گرم بر لیتر است. همان‌طور که در شکل مشخص است در سرعت‌های پایین‌تر تعداد قابل‌توجّهی از ذرّات کسر حجمی در حدود یک دارند اما با افزایش سرعت تجمع ذرّات در نسبت‌های حجمی بالا کاهش‌یافته و بخش قابل‌توجّهی از آن‌ها در داخل سیال پخش شده‌اند. طوری که ذرّات از نسبت‌های حجمی یک به مقادیر پایین‌تر انتقال یافته‌اند و بخش عمده‌ای از آن‌ها کاملاً در داخل سیال معلق (کسر حجمی پایین‌تر از ٠/٢٦) هستند. تقریباً تمامی ذرّات در سرعت همزن ٦٠٠ دور بر دقیقه کسر حجمی پایین‌تر از ٠/٤ دارند و اصولاً در این حالت، سیستم عاری از نقاط مرده است و در فرآیند لیچینگ سرعت انحلال حل شونده به‌صورت قابل‌توجّهی افزایش می‌یابد.



شکل (٥) تصاویر مقطعی توزیع تراکم ذرّات در نسبت جامد به سیال ٦٠٠ گرم بر لیتر و قطر ذرّات ٧٠ میکرومتر در سرعت‌های مختلف همزن

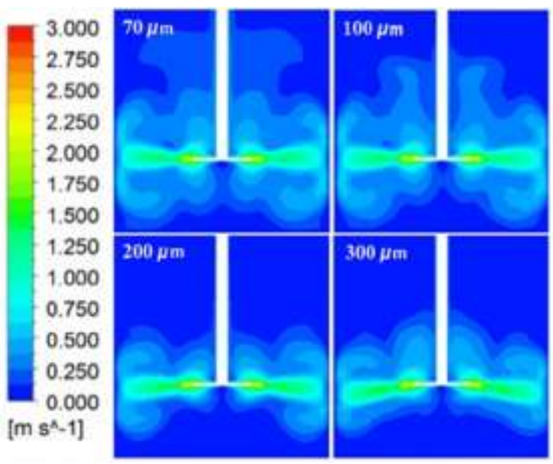


شکل (٦) نمودار توزیع ذرّات در نسبت جامد به سیال ٦۰۰ گرم بر لیتر و قطر ذرّات ۷۰ میکرومتر در سرعت‌های همزن ٦۰، ۱۲۰، ۳۰۰ و ٦۰۰ دور بر دقیقه

تأثیر اندازه ذرّات

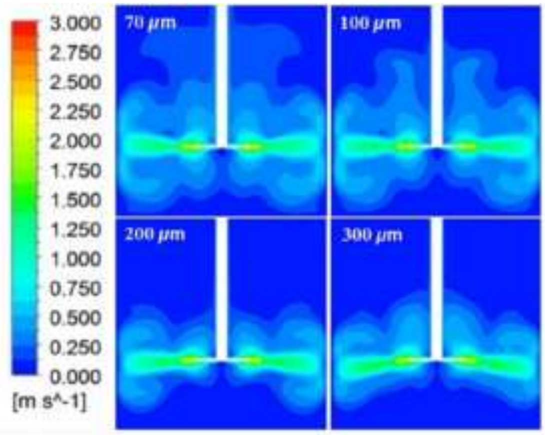
در پژوهش‌هایی مربوط به لیچینگ مواد معدنی اندازه اولیّه ذرّات یکی از متغیرهای کاربردی برای افزایش درصد بازیابی است که معمولاً با کاهش اندازه‌ی ذرّات جامد، بازده لیچینگ افزایش می‌یابد. به نظر می‌رسد با تغییر اندازه ذرّات، نحوه انباشتگی و سرعت حرکت ذرّات جامد در داخل راکتور تغییر می‌کند.

آزمایش‌ها در نسبت جامد به سیال ٦۰۰ گرم بر لیتر با سرعت همزن ٦۰۰ دور بر دقیقه و اندازه‌های ۷۰، ۱۰۰، ۲۰۰ و ۳۰۰ میکرومتر تحت بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که سرعت بیشینه ذرّات در تمام بررسی‌ها تقریباً برابر ۲/۳ متر بر ثانیه است؛ اما سرعت میانگین ذرّات با افزایش اندازه آن‌ها کاهش یافته است. این کاهش در ابعاد بالاتر از ۲۰۰ میکرومتر محسوس‌تر است. در شکل (۷) سرعت حرکت ذرّات در داخل سیال نشان داده‌شده است. در ابعاد ۷۰ میکرومتر ذرّات تحت تأثیر نیروی همزن به قسمت‌های فوقانی راکتور صعود کنند؛ اما با افزایش ابعاد آن‌ها نیروی حاصل از حرکت همزن تنها ذرّات در اطراف خود را تحت تأثیر قرار می‌دهد. این موضوع برای انحلال ذرّات با سرعت واکنش بالا و راکتورهای بزرگ (صنعتی و نیمه‌صنعتی) اهمّیّت ویژه‌ای دارد.

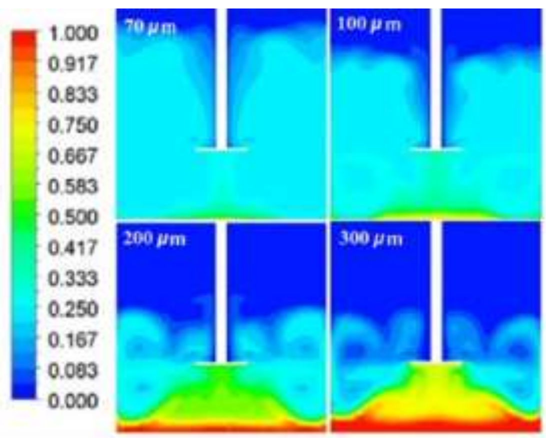


شکل (۷) تصاویر مقطعی توزیع سرعت ذرّات در سرعت همزن ٦۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ٦۰۰ گرم بر لیتر و قطر ذرّات ۷۰، ۱۰۰، ۲۰۰ و ۳۰۰ میکرومتر

تأثیر اندازه ذرّات بر توزیع آن‌ها در سرعت همزن ٦۰۰ دور بر دقیقه و نسبت جامد به سیال ٦۰۰ گرم بر لیتر در چهار اندازه ذرّه ۷۰، ۱۰۰، ۲۰۰ و ۳۰۰ میکرومتر در شکل (۸) نشان داده شده است. مشاهده می‌شود با افزایش اندازه ذرّات توزیع ذرّات از یک حالت همگن به حالتی که تقریباً تمامی ذرّات در کف راکتور ته‌نشین هستند، تغییر می‌یابد. در شکل (۹) آزمایش‌ها در نسبت جامد به سیال ٦۰۰ گرم بر لیتر تکرار شد. نتایج نشان می‌دهد با افزایش نسبت جامد به سیال تأثیر اندازه ذرّات بر مقدار ماده ته‌نشین شده در کف راکتور به‌صورت قابل‌توجّهی افزایش یافته است و درصد مناطق مرده بیشتری در کف راکتور دیده می‌شود.



شکل (۸) تصاویر مقطعی توزیع ذرّات در سرعت همزن ٦۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ۳۰۰ گرم بر لیتر و قطر ذرّات ۷۰، ۱۰۰، ۲۰۰ و ۳۰۰ میکرومتر



شکل (۹) تصاویر مقطعی توزیع ذرّات در سرعت همزن ٦۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ٦۰۰ گرم بر لیتر و قطر ذرّات ۷۰، ۱۰۰، ۲۰۰ و ۳۰۰ میکرومتر

تأثیر چگالی ذرّات

در مواد معدنی ترکیبات مختلفی در کنار یکدیگر به‌صورت یک کانه معدنی حضور دارند و یک کانی خاص برای انحلال در سیستم شیمیایی ممکن است چگالی متفاوتی داشته باشد. چگالی اکثر کانه‌های معدنی در حدود ۲۵۰۰ تا ۵۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب گزارش شده است. چگالی می‌تواند تأثیر قابل‌توجّهی بر جرم کانه معدنی و درنتیجه نیروی گرانشی وارده بر ذرّات سیستم گذارد.

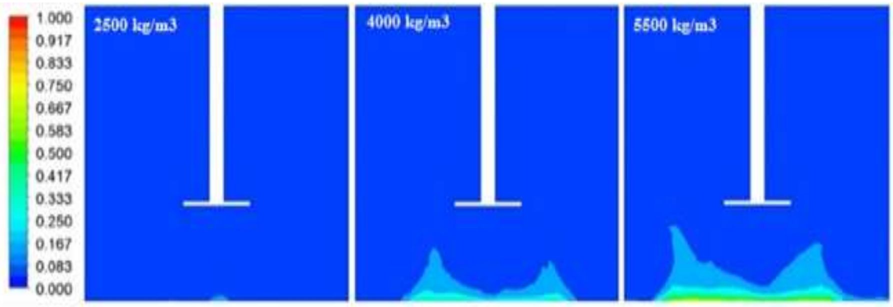
در این بخش سه چگالی ۲۵۰۰، ٤۰۰۰ و ۵۵۰۰ برای ذرّات معدنی در سرعت ۱۰۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به مایع ۱۳۰ گرم بر لیتر و اندازه ذرّات ۱۰۰ میکرومتر در جدول (۳) گزارش شده است. همان‌طور که در جدول مشخص است سرعت بیشینه با تغییر چگالی ذرّات تغییری نیافته است؛ اما سرعت میانگین ذرّات با افزایش چگالی آن‌ها کاهش یافته است که با توجّه به افزایش نیروی گرانش وارده بر ذرّات (به علّت افزایش چگالی ذرّات) روندی منطقی است.

تأثیر چگالی ذرّات بر توزیع آن در شکل (۱۰) گزارش شده است. افزایش چگالی موجب ته‌نشینی ذرّات در کف راکتور شده و ذرّات به حالت فشرده در کف همزن قرار گرفته‌اند که نشان می‌دهد افزایش چگالی ذرّات با کاهش ناحیه‌های فعّال در داخل راکتور تأثیر محسوسی بر انحلال ماده‌ی معدنی خواهد گذاشت.

جدول (٤) برای نشان دادن سرعت بحرانی همزن برای سوسپانسیون کامل (و همچنین درصد مکان‌هایی با انباشتگی ذرّات بالاتر از ۰/۷۵ درج شده است. همان‌طور که مشخص است در چگالی ۲۵۰۰ و ٤۰۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب درصد این نقاط ناچیز است. در چگالی ۵۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب حدود ۵ درصد از ذرّات در انباشتگی بیشتر از ۰/۷۵ قرار گرفته‌اند. سرعت سوسپانسیون بحرانی همزن برای چگالی ۲۵۰۰۰ و ٤۰۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب به ترتیب برابر ٦۲٤ و ۸۹۸ دور بر دقیقه محاسبه شد؛ اما این شاخص در ۵۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب به ۱۱۱۵ افزایش یافت. با توجّه به سرعت کاری همزن (۱۰۰۰ دور بر دقیقه) می‌توان نتیجه گرفت که نتایج شبیه‌سازی با نتایج به‌دست‌آمده از شاخص سرعت بحرانی همزن (N_{js}) منطبق است.

جدول (۳) سرعت بیشینه و میانگین ذرّات در سرعت همزن ۱۰۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ۱۳۰ گرم بر لیتر

چگالی ذرّات (کیلوگرم بر مترمکعب)	سرعت میانگین (متر بر ثانیه)	سرعت بیشینه (متر بر ثانیه)
۲۵۰۰	۰/۵۰۵۷	۵/۹
٤۰۰۰	۰/٤۸۳٦	۵/۸
۵۵۰۰	۰/٤۷	۵/۸



شکل (۱۰) تصاویر مقطعی توزیع خطی ذرّات در سرعت همزن ۱۰۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ۱۳۰ گرم بر لیتر با چگالی ۲۵۰۰، ٤۰۰۰ و ۵۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب

جدول (٤) سرعت سوسپانسیون بحرانی و درصد نقاط مرده در سرعت همزن ۱۰۰۰ دور بر دقیقه در نسبت جامد به سیال ۱۳۰ گرم بر لیتر

چگالی ذرّات (کیلوگرم بر مترمکعب)	۲۵۰۰	٤۰۰۰	۵۵۰۰
سرعت سوسپانسیون بحرانی (دور بر دقیقه)	٦۲٤	۸۹۸	۱۱۱۵
درصد نقاط مرده (٪)	۰/۰۳	۰/۹۵	٤/۳٦

نتیجه‌گیری

۱. با افزایش نسبت جامد بر مایع از ۵ تا ٦۰۰ گرم بر لیتر در سرعت ۳۰۰ دور بر دقیقه، سرعت خطی ذرّات از ۰/۱۵۵ تا ۰/۰۷۳ کاهش می‌یابد. همچنین با افزایش نسبت جامد به مایع ذرّات از حالت کاملاً معلق به حالت ته‌نشینی کامل درآمده و نواحی متراکم در داخل سیستم و محدوده غیرفعّال راکتور افزایش می‌یابد.

۲. با افزایش سرعت همزن از ٦۰ تا ٦۰۰ دور بر دقیقه سرعت میانگین ذرّات از حدود ۰/۰۰۵ به ۰/۲۵ متر بر ثانیه افزایش می‌یابد که به علّت افزایش انرژی جنبشی اعمالی به ذرّات است و سرعت بیشینه‌ی ذرّات حدود ۱۰ برابر بالاتر می‌رود.

۳. با کاهش سرعت همزن از ٦۰۰ تا ٦۰ دور بر دقیقه نواحی متراکم در داخل سیستم و محدوده غیرفعّال راکتور حدوداً از صفر به ۱۰۰ درصد افزایش می‌یابد.

٤. کاهش اندازه ذرّات از ۳۰۰ تا ۷۰ میکرومتر موجب افزایش سرعت میانگین ذرّات شده که این افزایش در اندازه ذرّات زیر ۲۰۰ میکرومتر مشهودتر است. این کاهش اندازه ذرّات باعث افزایش مناطق متراکم از صفر تا ۱۰۰ درصد شده است.

۵. افزایش چگالی ذرّات تأثیر چندانی بر سرعت بیشینه ذرّات نداشته اما تا حدودی موجب کاهش سرعت میانگین ذرّات می‌شود (با افزایش چگالی از ۲۵۰۰ تا ۵۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب سرعت میانگین حدود ۰/۳ متر بر ثانیه کاهش یافته است). همچنین با افزایش این مقدار چگالی، تراکم ذرّات و محدوده‌ی نقاط مرده در داخل راکتور از ۰/۰۳ به ٤/۳۷ درصد افزایش می‌یابد.

مراجع

1. Günkel, A. A. and Weber, M., E., "Flow phenomena in stirred tanks. Part I. The impeller stream", *AIChE Journal*, Vol. 21, pp. 931-939, (1975).
2. Harvey, P. S. and Greaves, M., "Turbulent flow in an agitated vessel. Part I: A predictive model", *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, Vol. 60, pp. 195-200, (1982).
3. Placek, J. and Tavlarides, L. L., "Turbulent Flow in Stirred Tanks", *AIChE Journal*, Vol. 31, pp. 1113–1120, (1986).
4. Pericieous, K. A. and Patel, M. K., "The source-sink approach in the modeling of stirred reactors", *Phys Chem Hydrodynamics,* Vol. 9, pp. 279-297, (1987).
5. Middleton, J. C., Pierce, F. and Lynch, P. M., "Computations of flow fields and complex reaction yield in turbulent stirred reactors, and comparison with experimental data", *Chemical Engineering Research & Design*, Vol. 64.1, pp. 18-22, (1986).
6. Brucato A., Ciofalo M., Grisafi F. and Micale G., "Numerical prediction of flow fields in baffled stirred vessels: a comparison of alternative modelling approaches", *Chemical Engineering Science*, Vol. 53, pp. 3653-3684, (1998).
7. Brucato A., Ciofalo M., Grisafi F. and Micale G., "Complete numerical simulation of flow fields in baffled stirred vessels: the inner-outer approach", *Institute Of Chemical Engineers Symposium Series,* Vol. 136, pp. 152-155, (1994).
8. Luo, J. Y. and Gosman, A. D., "Prediction of Impeller-Induced Flow in Mixing Vessels Using Multiple Frames of Reference", *Institute of Chemical Engineers Symposium Series*, Vol. 136, pp. 544-549, (1994).
9. Kasat, G. R., Khopkar, A. R., Ranade, V. V. and Pandit, A. B.," CFD simulation of liquid-phase mixing in solid–liquid stirred reactor", *Chemical Engineering Science*; Vol. 63, pp.3877-85, (2008).
10. Tamburini, A, Cipollina, A. and Micale, G. "CFD Simulation of Solid Liquid Suspensions in Baffled Stirred Vessels Below Complete Suspension Speed", *Chemical Engineering*, Vol. 24, pp. 1435-1440, (2010).
11. Derksen, J. J. “Highly resolved simulations of solids suspension in a small mixing tank”, *AIChE Journal*, Vol. 58, pp.3266-3278, (2012).
12. Tamburini, A, Cipollina, A, Micale, G, Brucato, A. and Ciofalo, M., "CFD prediction of solid particle distribution in baffled stirred vessels under partial to complete suspension conditions", *Aidic Conference Series Journal*, Vol. 11, pp. 391-400, (2013).
13. Tamburini, A., Cipollina, A., Micale, G., Brucato, A. and Ciofalo, M., "CFD simulations of dense solid–liquid suspensions in baffled stirred tanks: Prediction of suspension curves", *Chemical Engineering Journal;* Vol. 178, pp. 324-341, (2011).
14. Wadnerkar, D., Utikar, R. P., Tade, M. O. and Pareek, V. K., "CFD simulation of solid–liquid stirred tanks", *Advanced Powder Technology*; Vol. 23, pp. 445-453, (2012).